

Абаимов Н.А., Бурдуков А.П., Бутаков Е.Б., Рыжков А.Ф.

## ИССЛЕДОВАНИЕ ПАРОВОЗДУШНОЙ ДВУХСТУПЕНЧАТОЙ ПОТОЧНОЙ ГАЗИФИКАЦИИ МЕХАНОАКТИВИРОВАННОГО УГЛЯ

*Аннотация.* Получены новые сведения о высокотемпературном процессе термохимической конверсии механоактивированного угля в паровоздушной среде для разработки перспективного газификатора парогазовой установки с внутрицикловой газификацией. Проведены экспериментальные исследования высокотемпературной паровоздушной газификации в поточном реакторе ИТ СО РАН, включающие ряд различных режимов работы и получены фактические данные для отладки вычислительных инструментов. Отработаны и верифицированы на полученном экспериментальном материале вычислительные инструменты (нульмерная термодинамическая модель и CFD-модель). С помощью верифицированных инструментов изучены фундаментальные закономерности, позволяющие повышать теплоту сгорания синтез-газа и отношение  $H_2/CO$  в нём.

*Ключевые слова:* эксперимент; моделирование; вычислительная гидродинамика; паровоздушная газификация; механоактивация.

*Abstract.* New information on the high-temperature process of thermochemical conversion of mechanically activated coal in a steam-air-blown medium has been obtained to develop promising gasifier for integrated gasification combined cycle (IGCC). Experimental studies of high-temperature air-steam-blown gasification by IT SB RAS gasifier have been carried out; including number of different operating regimes and actual data for computational tools verification is obtained. Computational tools (zero-dimensional thermodynamic model and CFD-model) are tested and verified on received experimental data. With the help of verified computational tools, the fundamental regularities that allow to increase the heating value of syngas and the  $H_2/CO$  ratio are studied.

*Keywords:* experiment; modeling; computational fluid dynamics; air-steam-blown gasification; mechanoactivation.

### Введение

В настоящее время вопросы повышения энергоэффективности угольных электростанций с использованием технологии газификации угля находят все больший интерес среди исследователей [1, 2, 3, 4]. Поточный газификатор на воздушном дутье является основным узлом таких станций – парогазовых установок с внутрицикловой газификацией (ПГУ-ВЦГ) [5], так как во многом определяет режим работы газотурбинной установки (ГТУ).

Повысить КПД ГТУ и экологичность её работы возможно несколькими способами, в том числе: увеличением теплоты сгорания синтез-газа и

коррекцией теплофизических свойств топливного газа и рабочего тела ГТУ. Рост теплоты сгорания продуктов газификации уменьшает удельную работу сжатия дожимного компрессора в цикле ГТУ. Рост концентрации  $H_2$  в синтез-газе и  $H_2O$  в продуктах сгорания повышает удельную работу расширения ГТУ, тогда как  $CO$  в синтез-газе и  $CO_2$  в продуктах сгорания – понижает [6]. Увеличение соотношения  $H_2/CO$  в топливном газе снижает генерацию оксидов азота в КС ГТУ [7]. Кроме того, регенерация пара, подаваемого в газификатор, повышает КПД цикла ПГУ-ВЦГ.

Увеличить теплоту сгорания синтез-газа, что при неизменном расходе топлива в газификатор равносильно поднятию его химического КПД, можно повышением степени выгорания топлива, приближением коэффициента расхода окислителя к теоретически необходимому стехиометрическому (минимальному) значению, подводом в реактор тепла с реагентами, снижением потерь тепла с синтез-газом и через стенки газификатора [8].

Увеличить соотношение  $H_2/CO$  в синтез-газе перед ГТУ возможно: коррекцией режима конверсии в газификаторе с переходом от преимущественно воздушной (углекислотной) газификации к паровоздушной (гидроуглекислотной), например, путём стороннего нагрева воздушного дутья и подачи вместо вытесняемого угля эквивалентного количества пара [9]; или коррекцией состава синтез-газа в шифт-реакторе.

Снизить концентрацию  $CO_2$  в рабочем теле ГТУ можно: коррекцией режима конверсии угля, снижением расхода синтез-газа в ГТУ путём соответствующего изменения температурного режима подготовки синтез-газа и циклового воздуха [10], а также удалением  $CO_2$  из синтез-газа до сжигания по CCS технологии [11].

Повысить концентрацию пара в рабочем теле можно в общем случае тремя способами, связанными с его подачей: перед горелками КС ГТУ [12], в шифт-реактор [13], в газификатор [14]. Пар перед горелками КС смешивают либо с синтез-газом для снижения его теплоты сгорания, либо с воздухом для уменьшения концентрации кислорода в нём. При добавлении пара в синтез-газ перед горелками КС концентрация водорода относительно  $CO$  в синтез-газе практически не меняется, так как реакция сдвига водяного газа (РСВГ) при таких низких температурах имеет ничтожно малую скорость протекания. Шифт-реактор предназначен для повышения отношения  $H_2/CO$  в синтез-газе за счёт проведения реакции сдвига водяного газа при смешивании синтез-газа и водяного пара в присутствии катализаторов при относительно низких температурах 400-600°C. В результате содержание водорода и отношение  $H_2/CO$

возрастает, но теплота сгорания получаемого газа снижается [15]. При отсутствии системы улавливания  $\text{CO}_2$  суммарное количество углерода в газообразной форме ( $\text{CO}$  и  $\text{CO}_2$ ), передаваемое в КС, не изменяется, следовательно, не изменится и количество конечного углеродсодержащего газа.

Наиболее целесообразным способом корректировать состав синтез-газа представляется за счет изменения режима конверсии твердого топлива в газификаторе путём подачи в него водяного пара, вступающего в эндотермическую гетерогенную реакцию гидрогазификации с углеродом и слабоэкзотермическую гомогенную РСВГ [16]. Вопрос паровой и паровоздушной газификации вызывает интерес у многих исследователей [17-20]. Резкое изменение теплового и (в меньшей степени) массового балансов процесса требует: 1) выбора конструкции газификатора, 2) анализа исследования мест локализации ввода реагентов, способов ввода их в реактор, 3) методов и объёмов ввода дополнительной тепловой энергии.

Наиболее эффективной конструкцией для проведения паровоздушной конверсии угля в настоящее время является двухступенчатая конструкция с высокотемпературной кислородной зоной в первой ступени, газификационной во второй и возвратом КЗО, выходящего из газификатора, в первую ступень. Такая конструкция успешно применена для получения воздушного синтез-газа энергетического назначения корпорацией МНН [21]. Конструкция газификатора с подачей водяного пара в первую ступень (вместе с первичным углём) может иметь ряд преимуществ, главное из которых заключается в больших скоростях гетерогенных реакций в высокотемпературной зоне. Высокотемпературный перегрев пара является необходимым условием для эффективного реагирования его с углеродом топлива во второй ступени, что теоретически должно повышать степень конверсии углерода топлива [16]. Однако данную схему подачи сред реализуют лишь в кислородных газификаторах (как одноступенчатых, так и двухступенчатых типа TPRI [22]). Установки с воздушным дутьём имеют температуры и скорости протекания реакции ниже, чем у кислородных из-за более низкой концентрации кислорода в дутье (21% в воздухе против 90-95% в техническом кислороде). Подвод теплопоглощающей среды (водяного пара) в газификатор может привести к резкому снижению скорости реакции горения углерода и критическому снижению показателей работы установки.

С другой стороны, синтез-газ после затухания гетерогенных реакций с углеродом несёт достаточное количество теплоты для проведения гомогенной (РСВГ) и повышения содержания в синтез-газе водорода. Однако скорость протекания РСВГ при этих температурах уже незначительна. По расчётным

оценкам, проведённым в [8], в секции водяного квенчинга, установленной на выходе из поточного воздушного газификатора, отношение  $H_2/CO$  после реагирования синтез-газа с потоком воды увеличивается с 0,45-0,5 лишь до 0,7-0,75. Ряд работ посвящён выбору мест расположения и углов наклона форсунок подачи первичных [23, 24] и вторичных [25] потоков в газификаторы, обеспечивающих повышение хим. КПД и стабильное шлакоудаление.

Основным способом подачи дополнительной тепловой энергии, необходимой для покрытия энергодефицита, вызванного вводом в химически реагирующую среду водяного пара, остаётся либо увеличение коэффициента расхода воздуха (что снижает хим. КПД газификации), либо предварительный нагрев реагирующих сред. Высокотемпературный нагрев кокса перед подачей пара является известным приёмом для получения синтез-газа паровой газификации в слоевых установках периодического [26] и непрерывного действия [27]. Для поточных газификаторов актуальность сохраняет высокотемпературный нагрев компонентов дутья (воздуха, пара) [16].

Иной путь покрытия энергодефицита в реакционной зоне паровоздушного реактора – за счёт повышения реакционной способности твёрдого топлива, например, путём перехода на механоактивированный уголь. В ряде исследований [28-29] показано, что такой способ подготовки угольного топлива может значительно увеличить его реакционную способность. В этом случае может появиться возможность отказа от высокотемпературного нагрева реагентов (топлива, воздуха, пара) и приближения коэффициента воздуха к минимальному стехиометрическому значению.

Цель работы – получение новых сведений о высокотемпературном процессе термохимической конверсии механоактивированного угля в паровоздушной среде для разработки перспективного газификатора парогазовой установки с внутрицикловой газификацией. Для достижения поставленной цели решаются следующие задачи:

- 1) провести экспериментальные исследования паровоздушной газификации в поточном реакторе, включающие ряд различных режимов работы и получить фактические данные для отладки вычислительных инструментов;
- 2) отработать и верифицировать на полученном экспериментальном материале вычислительные инструменты;
- 3) с помощью верифицированных инструментов изучить фундаментальные закономерности, позволяющие повышать теплоту сгорания синтез-газа и отношение  $H_2/CO$  в нём.

В исследовании применяется сочетание экспериментальных исследований и моделирования: трёхмерное-CFD [30, 31] и нульмерное термодинамическое.

## Методика

### Эксперимент

Экспериментальные исследования выполнены на тепловом стенде ИТ СО РАН мощностью 1 МВт (рис. 1). Конструкция стенда такова, что при работе организуется двухстадийный процесс конверсии – в улиточном завихрителе и частично в камере реагирования – горение в кислородной зоне, в хвостовой части камеры реагирования – газификация продуктами сгорания летящих из завихрителя раскалённых частиц коксо-золяного остатка (КЗО).

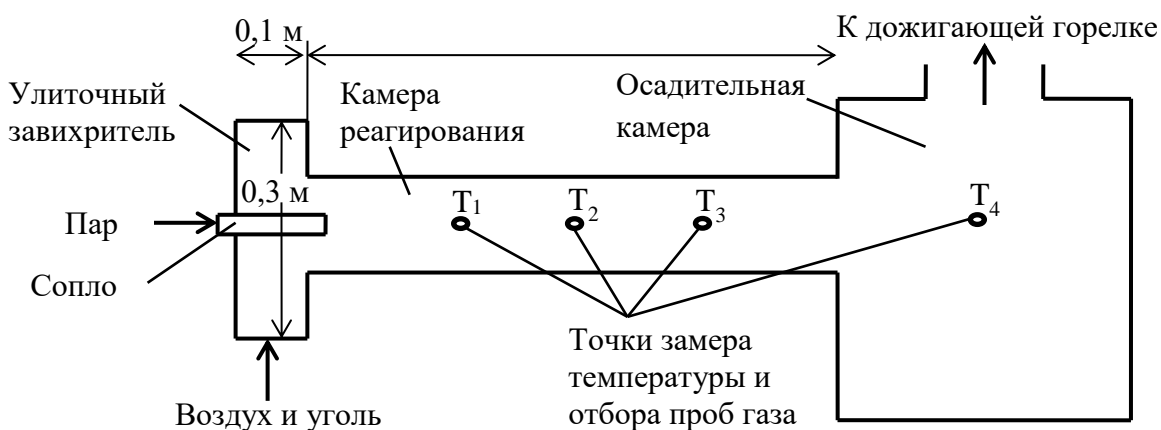


Рисунок 1 – Экспериментальная установка

Эксперименты проведены с использованием каменного кузнецкого угля марки Д РОКИ. Как и все окисленные угли он обладает повышенным содержанием кислорода, золы, влаги и пониженным содержанием углерода, водорода и теплоты сгорания. Конверсия подготовленного таким образом угля производится в жёстких термодинамических условиях: в холодном ( $15^{\circ}\text{C}$ ) воздухе с подачей относительно холодного пара  $200\text{--}250^{\circ}\text{C}$  в установку, потери тепла через лёгкие ограждающие конструкции которой достигают 10-30 %. Для повышения реакционной способности угля и для возможности работы в автотермическом режиме без присадок тепла с входными потоками осуществлён его микропомол в мельнице дезинтеграторного типа [32]. Максимальный размер частиц, определённый оптически-цифровым методом, не превышает 70 мкм.

Из мельницы угольная пыль посредством создаваемого эжектором разрежения поступает в улиточный завихритель. Здесь пылевоздушный поток

закручивает и воспламеняется с помощью встроенного запально-защитного устройства (ЗЗУ). Далее поток проходит камеру реагирования и поступает в осадительную камеру, где скапливается непрореагировавшая часть КЗО. Расход пара регулируется по расходу питательной воды в парогенератор, оснащенный уровнемером. Температура пара составляет 200-250°C. Это соответствует температуре насыщения при давлении 1,5-4 МПа присущем большинству промышленных газификаторов с сухой топливоподачей. Подача пара осуществлена через сопло с внутренним диаметром 32 мм, выполненное из нержавеющей стали. Сопло размещено по центру и имеет возможность перемещения вдоль оси установки. В основной серии опытов сопло погружено внутрь установки на 150 мм. Такое расстояние соответствует расположению выходного сечения сопла в начале камеры реагирования. Схема размещения датчиков контроля температуры и заборных зондов для контроля газового состава изображена на рисунке 1. Три термопары установлены в камере реагирования на расстоянии 300, 500 и 800 мм ( $T_1$ ,  $T_2$ ,  $T_3$ ) от торца завихрителя; одна – в осадительной камере ( $T_4$ ). Термопары имеют программное ограничение измеряемой температуры – 1300°C. Эксперимент включает шесть этапов, в процессе которых фиксируется четыре режима конверсии топлива:

- 1) Разогрев завихрителя с помощью ЗЗУ до температуры около 1000°C.
- 2) Отключение ЗЗУ и подача угля с расходом 20 кг/ч и воздуха 90 нм<sup>3</sup>/ч с коэффициентом расхода воздуха 0,95 (режим 1 – неполного горения).
- 3) Уменьшение коэффициента расхода воздуха от 0,95 до 0,42 путём снижения расхода воздуха до 40 нм<sup>3</sup>/ч (режим 2 – воздушной газификации).
- 4) Подача пара с температурой 200°C и удельным расходом 0,235 кг/кг угля (режим 3 – устойчивой паровоздушной газификации).
- 5) Увеличение удельного расхода пара до 0,5 кг/кг угля (режим 4 – затухающей паровоздушной газификации).
- 6) Выключение установки.

Экспериментальные результаты представлены в таблице 1.

Таблица 1 – Программа и результаты экспериментов

№ режима	$\alpha$	Расход пара, кг/кг угля (раб.)	Температура, °C			Состав сухого синтез-газа в точке $T_3$ , % об.						$Q_i^d$ , МДж/м <sup>3</sup>
			$T_1$	$T_2$	$T_3$	O <sub>2</sub>	H <sub>2</sub>	CO <sub>2</sub>	CO	CH <sub>4</sub>	SO <sub>2</sub>	
1	0,95	0	>1300	1100-1250	1000-1300	1,08	0,86	16,05	2,94	0	0,58	0,46
2	0,42	0	1250-1300	1200-1250	1100-1250	1,07	1,89	15,9	6,28	0,02	0,56	0,99
3	0,42	0,235	1200-1300	1200-1300	1180-1300	1,05	3,08	15,43	8,75	0,02	0,62	1,44
4	0,42	0,5	1100-1300	1200-1300	1000-1180	0,97	4,2	14,09	9,69	0,04	0,57	1,68

### *Нульмерное термодинамическое моделирование*

Нульмерное термодинамическое моделирование равновесного состава продуктов реагирования, проведённое с помощью метода максимизации энтропии [36] используется для проведения двух исследований.

Исследование 1 выполнено для определения теоретически возможного состава синтез-газа в промышленной установке при экспериментальных расходах угля, пара и воздуха. Оно проводится в идеализированной постановке – для предельного случая безостаточной газификации в адиабатном газификаторе (с нулевыми теплотерями) при условии, что на выходе из установки достигается состояние полного химического равновесия. При весьма близких условиях протекает работа современных поточных газификаторов [37] MHI, Siemens и др., степень конверсии в которых достигает 99,7-99,9 % [37], а теплотери через ограждающие конструкции составляют порядка 1% [38].

Исследование 2 выполнено с целью анализа экспериментальных данных в представлении достижения на выходе из камеры реагирования термодинамического равновесия. При соблюдении такого допущения приравнивание расчётного состава продуктов реагирования к экспериментальному позволяет оценивать количества прореагировавших реагентов (топлива и пара).

### *Трёхмерное численное моделирование*

В работе используется предложенная в [33, 34] CFD-модель поточной газификации твёрдого топлива. Моделирование проведено на неструктурированной сетке с 550 тыс. расчетных элементов. Размер сетки выбран по следующей процедуре: сравнивается состав, полученный на сетках с размерами от 100 до 1000 тысяч расчётных элементов, удовлетворительным считается размер сетки, при котором дальнейшее увеличение сетки не влияет на состав синтез-газа более чем на 1%. К базовым подмоделям CFD-моделирования относятся уравнения: неразрывности, энергии, переноса компонентов среды, равновесия сил для дискретной фазы, закон сохранения импульса и т.д. Использована подмодель турбулентности  $k-\epsilon$  (стандартного вида), верификация которой на примере процесса горения угольной пыли в топке приведена в работе [34]. В качестве модели радиации (переноса энергии излучением) использована дискретная подмодель излучения (32 луча) с подмоделью «серых» газов. Модель гетерогенного реагирования – диффузионно-кинетическая с кинетическими константами, полученными на

приборе термогравиметрического анализа (ТГА) [35]. При моделировании экспериментальных режимов все стенки установки имеют одинаковую постоянную (искомую) температуру, а при расчётах неэкспериментальных режимов стенки считаются адиабатными. При численном моделировании экспериментальных режимов использована температура внутренней стенки газификатора в конкретный промежуток времени.

## **Результаты и обсуждение**

### *Нульмерное термодинамическое моделирование*

Результаты термодинамического исследования 1, проведённого для определения теоретически возможного состава синтез-газа в промышленной установке при экспериментальных расходах угля, пара и воздуха, приведены на рисунке 2. Как видно из рисунка 2б, с увеличением относительного расхода пара концентрации водорода и  $\text{CO}_2$  в синтез-газе должны возрасти, а  $\text{CO}$  – падать, что будет происходить в практически полном соответствии с РСВД. При этом соотношение  $\text{H}_2/\text{CO}$  будет увеличиваться в два раза и при расходе пара около 0,5 кг/кг угля будет составлять больше 1 (рис. 2). Теплота сгорания синтез-газа, ввиду слабозэкзотермического характера реакции будет слегка снижаться (рис. 2). Синтез-газ с теоретически возможным составом будет иметь теплоту сгорания 4,5 МДж/м<sup>3</sup> (рис. 2б), что соответствует промышленному (коммерческому) воздушному газификатору МНІ [5]. Отношение  $\text{H}_2/\text{CO}$  в таком синтез-газе будет превышать 1 (рис. 2б), что позволит существенно снизить выбросы оксидов азота из КС ГТУ [7].

Выполнение термодинамического исследования 2, как отмечено выше, учитывает тепловые потери через стенку, недогорание топлива и нереагирование определённого количества водяного пара. Эти три аспекта позволяют расчётным путём получать результаты по составу синтез-газа близкие к экспериментальным данным (рис. 3). Степень выгорания топлива согласно расчётным термодинамическим и лабораторным исследованиям КЗО в экспериментальной установке относительно мала (45-60%, что соответствует режиму частичной газификации) из-за недостаточной начальной температуры реагирующих сред, малого времени пребывания и больших потерь теплоты в окружающую среду. На рисунке 3 прослеживается рост степени выгорания топлива с повышением температуры стенки и реагирующих сред. Таким образом, главным управляющим фактором работы данной установки является температура стенки, повышение которой влечёт увеличение степени выгорания топлива, теплоты сгорания синтез-газа и отношения  $\text{H}_2/\text{CO}$  в нём.



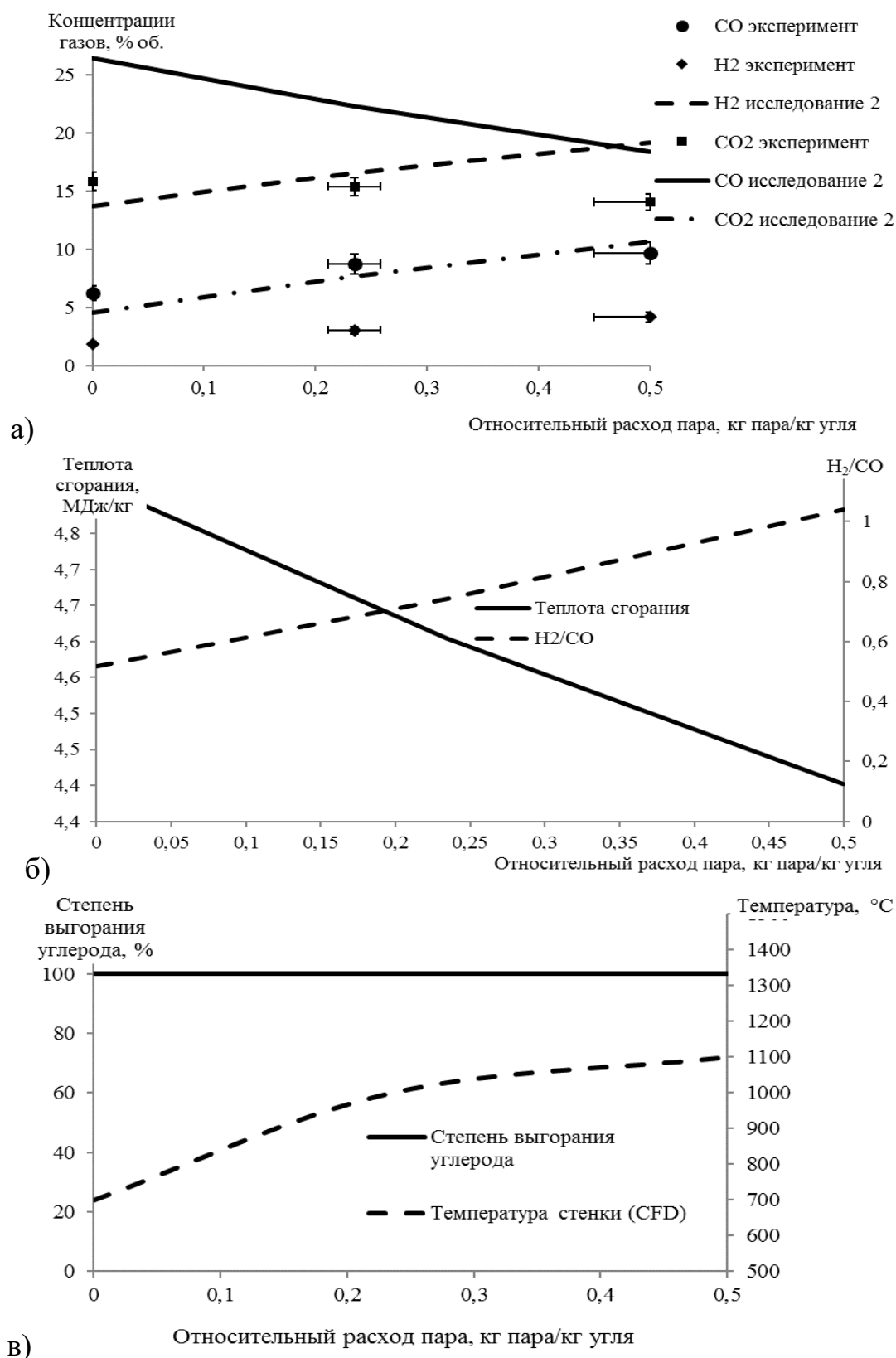


Рисунок 2 – Результаты термодинамического исследования 1:

а) концентрации компонентов CO, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>, сухого синтез-газа;

б) отношение H<sub>2</sub>/CO и теплота сгорания синтез-газа;

в) степень выгорания углерода и температура стенки

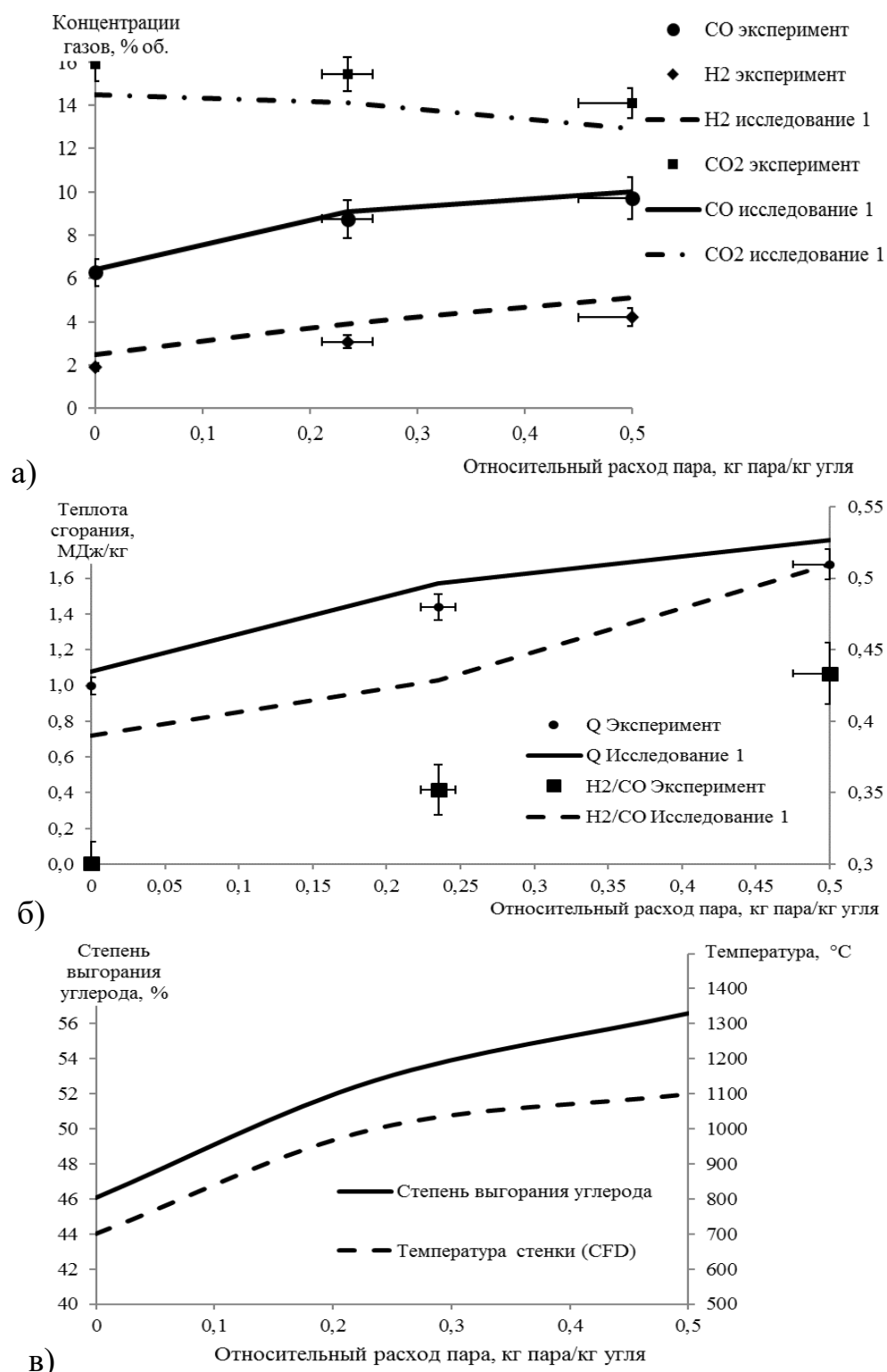


Рисунок 3 – Результаты термодинамического исследования 2:

- а) концентрации компонентов сухого синтез-газа;
- б) отношение  $H_2/CO$  и теплота сгорания синтез-газа;
- в) степень выгорания углерода и температура стенки

### *Трёхмерное численное моделирование*

Для анализа влияния на процесс одного из управляющих параметров – температуры стенки проведены расчёты работы установки в режиме 4 с температурой стенки 200-2000°C (рис. 4а). При повышении температуры стенок с 200 до 2000°C теплота сгорания синтез-газа растёт на 56%, а отношение  $H_2/CO$  на 85%. Теплота сгорания возрастает благодаря повышению количества теплоты, подводимого в газификатор от стенки (когда стенка горячее потока и наоборот, когда холоднее), увеличению степени конверсии топлива, ускорению химических реакций. Отношение  $H_2/CO$  растёт из-за увеличения степени конверсии пара по реакции гидрогазификации и РСВД.

С ростом температуры пара от 200 (минимальная температура, которая применяется в газификаторах под давлением) до 2000°C (такую температуру может иметь пар, полученный путём сжигания водорода в кислороде) (рис. 4б) количество теплоты, подаваемой в газификатор, увеличивается на 15%, а температура смеси за счёт этого возрастает на 400 К. В связи с этим теплота сгорания синтез-газа и отношения  $H_2/CO$  возрастают на 10%. Столь незначительное влияние температуры пара объясняется малым расходом пара относительно газо-топливной смеси.

Из рисунка 4в видно, что с увеличением расхода пара теплота сгорания синтез-газа монотонно снижается. Это объясняется ролью пара в работе данной установки. Из-за низкой начальной температуры пара (200°C) он крайне медленно участвует в реакциях и в большей степени выступает как разбавитель и охладитель реагирующей смеси. Теплота смеси вместо того, чтобы потребляться эндотермическими реакциями газификациями, расходуется на нагрев низкотемпературного пара. Со снижением коэффициента расхода воздуха теплота сгорания возрастает, так как из-за уменьшения свободного кислорода больше возникает  $CO$  и  $H_2$  и меньше  $CO_2$  и  $H_2O$ . Из экспериментальных точек с данным CFD-расчётом совпадает лишь точка режима 4 в связи с тем, что в этом режиме температура стенки максимальна (1200°C) и близка к адиабатной.

Из рисунка 4г видно, что с удалением точки подачи пара (выходного среза сопла) от торца улиточного завихрителя теплота сгорания синтез-газа увеличивается, а отношение  $H_2/CO$  падает. Наибольшая теплота сгорания при минимальном отношении  $H_2/CO$  наблюдается при выходе сопла в осадительную камеру. Наименьшая теплота сгорания и максимальное отношение  $H_2/CO$  – при подаче пара в улиточный завихритель. Это объясняется снижением времени контакта пара с реагирующей смесью, поскольку, чем позже пар поступает в

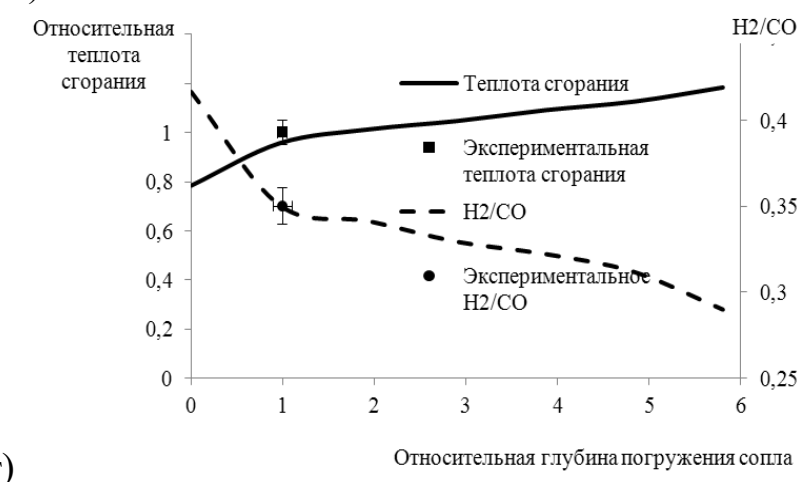
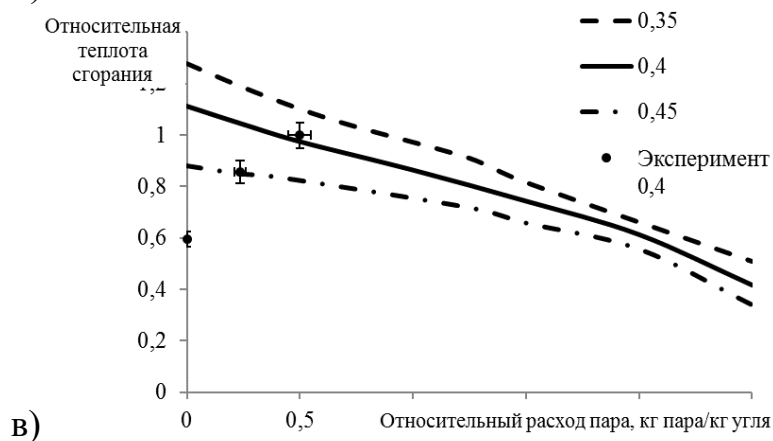
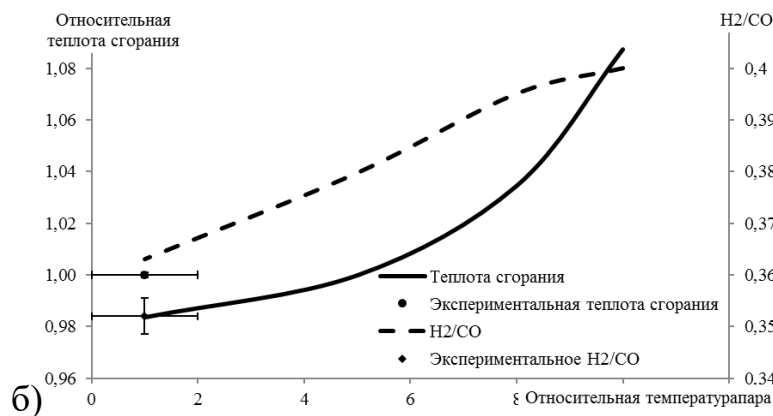
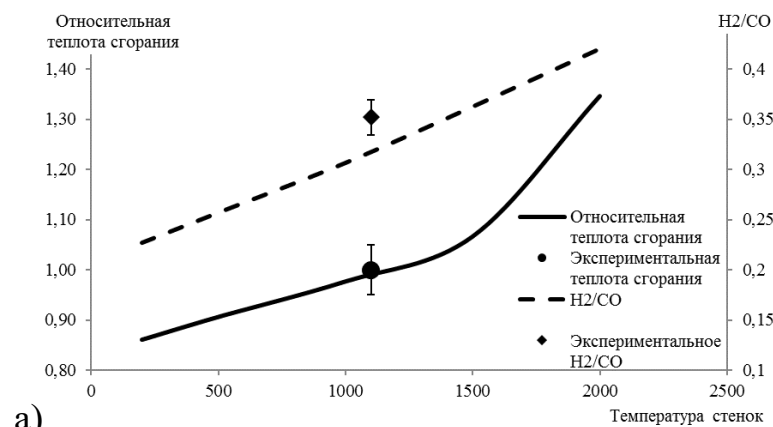


Рисунок 4 – Зависимость относительной теплоты сгорания синтез-газа и  $H_2/CO$  в нём от: а) температуры стенок; б) температуры пара; в) расхода пара; г) глубины погружения сопла (относительно режима 4)

камеру, тем меньше время, отпущенное на протекание РСВГ. При меньшем расстоянии пар поступает в улиточный завихритель, что снижает стабильность воспламенения угля из-за снижения температуры. Большее расстояние снижает время контакта пара с реагирующей смесью в камере реагирования и степень реагирования водяного пара.

### **Заключение**

1) Повышение реакционной способности окисленного кузнецкого каменного угля с высокой влажностью за счёт механоактивации позволяет решить проблему энергодефицита в газификаторе на воздушном дутье с подачей водяного пара.

2) Подаваемый в установку пар выполняет функции разбавителя и окислителя. Разбавление реагирующей гетерогенной системы уголь-воздух паром вызывает противоположные эффекты: снижение температуры реагирующей смеси и уменьшение скорости реакций горения и (особенно) газификации; повышение концентрации кислорода в головной части установки, увеличение тепловыделений, температуры и скорости реагирования, а также снижение мехнедожога.

3) С ростом температуры пара от 200 до 2000°C количество теплоты, подаваемой в газификатор, увеличивается на 15%, а температура смеси за счёт этого возрастает на 400 К. В связи с этим теплота сгорания синтез-газа и отношения  $H_2/CO$  возрастают на 10%. Столь незначительное влияние температуры пара объясняется малым расходом пара относительно газо-топливной смеси.

4) Термодинамическое исследование 2 теоретически возможного режима показало, что синтез-газ с равновесного состава будет иметь теплоту сгорания порядка 4,5 МДж/м<sup>3</sup>, соответствующую теплоте сгорания стандартного воздушного синтез-газа [5], и отношение  $H_2/CO$  чуть больше 1, что характерно для паровоздушной газификации [17].

### **Благодарности**

Экспериментальные исследования, верификация, CFD-моделирование и выработка механизмов управления термохимическими процессами газификации в установке ИТ СО РАН 1 МВт выполнены при финансовой поддержке РФФИ, грант № 16-38-50188 (Абаимов Н.А., Бурдуков А.П.).

Исследование в части термодинамического моделирования и разработки CFD-модели выполнено в Уральском федеральном университете за счет гранта

Российского научного фонда (проект №14-19-00524) (Абаимов Н.А., Рыжков А.Ф.).

### ***Библиографический список***

1. State of the Gasification Industry – the Updated Worldwide / C. Higman // International Pittsburgh Coal Conference (PCC) (Beijing, 16–18 September 2013). – Beijing, 2013. – P. 137–149.
2. Minchener A. Challenges and opportunities for coal gasification in developing countries [Electronic resource] / A. Minchener. – [S. l.] : IEA Clean Coal Centre, 2013. – 76 p. – Mode of access: [https://www.usea.org/sites/default/files/102013\\_Challenges%20and%20opportunities%20for%20coal%20gasification%20in%20developing%20countries\\_ccc225.pdf](https://www.usea.org/sites/default/files/102013_Challenges%20and%20opportunities%20for%20coal%20gasification%20in%20developing%20countries_ccc225.pdf).
3. Wolfersdorf C. The current status and future prospects for IGCC systems / C. Wolfersdorf, B. Meyer // Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) Technologies / ed. T. Wang, G. Stiegel. – Elsevier, 2017. – P. 847–889.
4. Gräbner M. Performance and exergy analysis of the current developments in coal gasification technology / M. Gräbner, B. Meyer // Fuel. – 2014. – Vol. 116. – P. 910–920.
5. Giuffrida A. Thermodynamic analysis of air-blown gasification for IGCC applications / A. Giuffrida, M. Romano, M. Lozza // Applied Energy. – 2011. – Vol. 88, I. 11. – P. 3949–3958.
6. Design for F Class Blast Furnace Gas Firing 300 MW Gas Turbine Combined Cycle Plant [Electronic resource] / T. Komori [et al.] // Proceedings of the International Gas Turbine Congress (Tokyo, November 2–7 2003) : IGTC-2003 Tokyo TS-103. – Tokyo, 2003. – Mode of access: [https://nippon.zaidan.info/seikabutsu/2003/00916/pdf/igtc2003tokyo\\_ts103.pdf](https://nippon.zaidan.info/seikabutsu/2003/00916/pdf/igtc2003tokyo_ts103.pdf).
7. Hasegawa T. Gas Turbine Combustion and Ammonia Removal Technology of Gasified Fuels / T. Hasegawa // Energies. – 2010. – Vol. 3, I. 3. – P. 335–449.
8. Abaimov N. A. Experimental and computational study and development of the bituminous coal entrained-flow air-blown gasifier for IGCC / N. A. Abaimov, P. V. Osipov, A. F. Ryzhkov // Journal of Physics: Conference Series. – 2016. – Vol. 754, I. 11 : All-Russian Conference with the School for Young Scientists Thermophysics and Physical Hydrodynamics 2016 : TPH 2016 (Yalta, 19–25 September 2016). – P. 112001.
9. Ryzhkov A. F. Selecting the process arrangement for preparing the gas turbine working fluid for an integrated gasification combined-cycle power plant / A. F. Ryzhkov, S. I. Gordeev, T. F. Bogatova // Thermal Engineering. – 2015. – Vol. 62, № 11. – P. 796–801.
10. Filippov P. Selection of technology for the low calorific synthetic gas combustion in the gas turbine combustion chamber / P. Filippov, E. Levin, A. Ryzhkov // EPJ Web of Conferences. – 2017. – Vol. 159 : 14th All-Russian School-Conference of Young Scientists with International Participation on Actual Problems of Thermal Physics and Physical Hydrodynamics : AVTFG 2016 (Novosibirsk, 22–25 November 2016). – 0012.

11. Generation efficiency improvement of IGCC with CO<sub>2</sub> capture by the application of the low temperature reactive shift catalyst / Sasaki T. [et al.] // *Energy*. – 2017. – Vol. 118. – P. 60–67.
12. Jones R. M. IGCC Gas Turbines For Refinery Applications [Electronic resource] / R. M. Jones, N. Z. Shilling // *Proceeding of the Gasification technologies Conference* (San Francisco, October 27–30 2002). – San Francisco, 2002. – Mode of access: <https://www.globalsyngas.org/uploads/eventLibrary/GTC02014.pdf>.
13. Lu X. Water-gas shift modeling in coal gasification in an entrained-flow gasifier. Part 1. Development of methodology and model calibration / X. Lu, T. Wang // *Fuel*. – 2013. – Vol. 108. – P. 629–638.
14. Kiso F. A simulation study on the enhancement of the shift reaction by water injection into a gasifier/ F. Kiso, M. Matsuo // *Energy*. – 2011. – № 36. – P. 4032–4040.
15. Lu X. Water-gas shift modeling in coal gasification in an entrained-flow gasifier. Part 2. Gasification application / X. Lu, T. Wang // *Fuel*. – 2013. – Vol. 108. – P. 620–628.
16. Ryzhkov A. Technological solutions for an advanced IGCC plant / A. Ryzhkov, T. Bogatova, S. Gordeev // *Fuel*. – 2018. – Vol. 214. – P. 63–72.
17. High-temperature entrained flow gasification of biomass / K. Qin [et al.] // *Fuel*. – 2012. – Vol. 93. – P. 589–600.
18. Effects of oxygen on the structure and reactivity of char during steam gasification of Shengli brown coal / J. Sun [et al.] // *Journal of Fuel Chemistry and Technolog.* – 2015. – Vol. 43, 1. 7. – P. 769–778.
19. Experimental investigation of role of steam in entrained flow coal gasification / N. Crnomarkovic [et al.] // *Fuel*. – 2007. – Vol. 86, 1. 1/2. – P. 194–202.
20. Effect of steam content in the air-steam flow on biomass entrained flow gasification / J. J. Hernández [et al.] // *Fuel Processing Technology*. – 2012. – Vol. 99. – P. 43–55.
21. Watanabe H. Numerical simulation of coal gasification in entrained flow coal gasifier / H. Watanabe, M. Otaka // *Fuel*. – 2006. – Vol. 85. – P. 1935–1943.
22. TPRI Technologies and our Projects Updates [Electronic resource] / B. Douglas // *Gasification technologies conference* (Washington DC, October 31 –November 3 2010). – Washington DC, 2010. – Mode of access: <https://www.globalsyngas.org/uploads/eventLibrary/15DOUGLAS.pdf>.
23. Chen C. Use of numerical modeling in the design and scale-up of entrained flow coal gasifiers / C. Chen, M. Horio, T. Kojima // *Fuel*. – 2001. – Vol. 80, I 12/13. – P. 1513–1523.
24. Du M. Numerical simulation of slag deposition on internal wall in a two-stage entrained-flow coal gasifier/ M. Du, C. Zhao, Y. Hao // *Journal of Southeast University* (Natural Science Edition). – 2014. – Vol. 44, № 2. – P. 307–313.
25. Investigation on the aerodynamic field distribution in an entrained-flow gasifier by two-stage oxygen / J. Fan [et al.] // *Industrial and Engineering Chemistry Research*. – 2012. – Vol. 51, № 38. – P. 12488–12496.
26. Modern gas producers / N. E. Rambush. – London : Benn Brothers, 1923. – XIX,

545 p.

27. Advanced dual fluidized bed steam gasification of wood and lignite with calcite as bed material / F. Benedikt [et al.] // *Korean Journal of Chemical Engineering*. – 2017. – Vol. 34, I. 9. – P. 2548–2558.
28. Kirda V. S. Influence of fine grinding on the structure and properties of coals / V. S. Kirda, T. M. Khrenkova, I. B. Krichko // *Solid Fuel Chemistry*. – 1983. – Vol. 17, № 6. – P. 37–43.
29. Welham N. J. Mechanical activation of coal / N. J. Welham, P. G. Chapman // *Fuel Processing Technology*. – 2000. – Vol. 68, I. 1. – P. 75–82.
30. Computational modeling of autothermal combustion of mechanically-activated micronized coal / M.Yu. Chernetskiy [et al.] // *Fuel*. – 2014. – Vol. 135. – P. 443–458.
31. From laboratory-scale experiments to industrial-scale CFD simulations of entrained flow coal gasification / M. Vascellari [et al.] // *Fuel*. – 2015. – Vol. 152. – P. 58–73.
32. Using ignition of coal dust produced by different types of mechanical treatment under conditions of rapid heating / M.Yu. Chernetskiy [et al.] // *Combustion, Explosion and Shock Waves*. – 2016. – Vol. 52, I. 3. – P. 326–328.
33. Abaimov N. A. Development of a model of entrained flow coal gasification and study of aerodynamic mechanisms of action on gasifier operation / N. A. Abaimov, A. F. Ryzhkov // *Thermal Engineering*. – 2015. – Vol. 62, I. 11. – P. 767–772.
34. Comparative analysis of turbulence model effect on description of the processes of pulverized coal combustion at flow swirl / M. Yu. Chernetskiy [et al.] // *Thermophysics and Aeromechanics*. – 2016. – Vol. 23, I. 4. – P. 591–602.
35. Effect of the rate of pulverized coal preheating on char reactivity / A. A. Dekterev [et al.] // *Solid Fuel Chemistry*. – 2017. – Vol. 51, I. 1. – P. 17–23.
36. Plasma technologies for solid fuels: Experiment and theory / M. Gorokhovski [et al.] // *Journal of the Energy Institute*. – 2005. – Vol. 78, I. 4. – P. 157–171.
37. Development of entrained-flow gasification technologies in the Asia-Pacific region (review) / A. F. Ryzhkov [et al.] // *Thermal Engineering*. – 2016. – Vol. 63, I. 11. – P. 791–801.
38. Giuffrida A. Thermodynamic analysis of air-blown gasification for IGCC applications / A. Giuffrida, M. C. Romano, G. Lozza // *Applied Energy*. – 2011. – Vol. 88, I. 11. – P. 3949–3958.
39. Hanjalic K. Application of Computer Simulation in a Design Study of a New Concept of Pulverized Coal Gasification. Part 1. Rationale of the Concept and Model of Hydrodynamics and Heat Transfer in the Reactor / K. Hanjalic, M. Sijercic // *Combustion Science and Technology*. – 1994. – Vol. 97, I. 4/6. – P. 331–350.
40. Hanjalic K. Application of Computer Simulation in a Design Study of a New Concept of Pulverized Coal Gasification. Part 2. Model of Coal Reactions and Discussion of Results / K. Hanjalic, M. Sijercic // *Combustion Science and Technology*. – 1994. – Vol. 97, I. 4/6. – P. 351–375.